資料４－５

リスクアセスメント・ガイドライン
（Ver.1）

平成 27 年 3 月

高圧ガス保安協会

本ガイドラインは、平成 26 年度 経済産業省委託 高圧ガス取扱施設におけるリスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査研究において策定したものです。

平成 26 年度　石油精製業保安対策事業
高圧ガス取扱施設におけるリスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査研究

リスクアセスメント手法及び保安教育プログラム調査検討委員会　構成表

	氏名	所属・役職
委員長	小林 英男	東京工業大学 名誉教授 高圧ガス保安協会 参与
委員	高木 伸夫	有限会社システム安全研究所 所長
委員	澁谷 忠弘	国立大学法人横浜国立大学 安心・安全の科学研究センター 准教授
委員	鈴木 和彦	国立大学法人岡山大学 大学院自然科学研究科 教授
委員	吉賀 俊雄	山口県 総務部 防災危機管理課 産業保安班長 調整監
委員	中条 孝之	三重県 防災対策部 消防・保安課 主幹
委員	石井 俊昭	石油連盟 安全専門委員会 委員長 JX 日鉱日石エネルギー株式会社 社会環境安全部長
委員	春山 豊	一般社団法人日本化学工業協会 常務理事
委員	出村 公明	石油化学工業協会 保安・衛生委員会 高圧ガス専門委員長
委員	徳冨 栄一郎	一般社団法人日本産業・医療ガス協会 常務執行役員
委員	萩原 一裕	日本 LP ガス協会 アストモスエネルギー株式会社 国内事業本部 技術主幹

リスクアセスメント分科会　構成表

	氏名	所属・役職
主査	高木 伸夫	有限会社システム安全研究所 所長
委員	横山 千昭	国立大学法人東北大学 多元物質科学研究所 教授
委員	村田 耕三	山口県 総務部 防災危機管理課 産業保安班 主幹
委員	長沼 均	神奈川県 安全防災局安全防災部工業保安課コンビナートグループ グループリーダー
委員	和田 正彦	危険物保安技術協会 企画部 次長
委員	島田 行恭	独立行政法人労働安全衛生総合研究所 上席研究員
委員	簑谷 一典	石油連盟 石油連盟安全専門委員会 東燃ゼネラル石油株式会社 環境安全リスク管理部 環境安全コンプライアンス室長
委員	中川 昌樹	一般社団法人日本化学工業協会 三菱化学株式会社 環境安全・品質保証部
委員	太田 等	石油化学工業協会 保安・衛生委員会 保安専門委員
委員	野本 泰之	一般財団法人エンジニアリング協会 日揮株式会社 プロセス技術本部 HSE システム部 チーフエンジニア

はじめに

平成 23 年以降、国内では石油コンビナート等の事業所で、重大事故（多数の死傷者を伴う火災爆発事故）が続発した。これら重大事故の共通事項として、非定常運転又は作業におけるリスクアセスメントの実施が不十分である事が指摘されている。国の産業構造審議会保安分科会報告書及び石油コンビナート等における災害防止対策検討関係省庁連絡会議報告書においても、政府が行うべき取り組みとして非定常時及び設備、製造方法等の変更時におけるリスクアセスメントの徹底を図ることが提言されている。

この状況を背景に、国内の高圧ガス製造事業所を調査したところ、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性の理解が十分でなく、具体的にリスクアセスメントの実施率、実施にあたってのメンバー構成、検討又は参考とする資料が十分でないといったケースが見受けられた。リスクマネジメント、リスクアセスメントはプラントの保安確保にあたり重要な一要素である。このため、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性の理解及び普及を目的として、このリスクアセスメント・ガイドライン（Ver.1）を策定した。

本ガイドラインではリスクマネジメント､リスクアセスメントの目的､手順等の概略、その意義と重要性をまず説明し、次に、非定常リスクアセスメントの適用対象、非定常リスクアセスメント手法の例、非定常リスクアセスメント実施にあたっての留意事項等について紹介している。特に、非定常リスクアセスメント手法については、実施手順を含めより詳細に説明をしている。また、非定常リスクアセスメントをプラント全体に対して網羅的に実施するには多大な時間と労力が必要なことから、潜在的な危険性の大きさを考慮に入れ、優先順位をつけてリスクアセスメントを実施することで、効率的にリスク低減が図れるアプローチの紹介も行っている。このアプローチは検討時間の短縮化にも繋がり、時間、労力及びリスクアセスメントの実施メンバーの参加に問題を抱える事業者に有効利用が期待される。

また、本ガイドラインは概要版であり、幾つかの非定常リスクアセスメントの典型事例の紹介に留めているが、今後は、リスクアセスメントの対象（設計、プロセス、機器）、解析対象とする事象（スタートアップ、シャットダウン、緊急シャットダウン、保全作業等）、ハザードの特定にあたっての適用手法（バッチ反応 HAZOP、What if-Checklist 手法等）の 3 つの視点から調査を行い、より実用に近い事例を紹介し、非定常リスクアセスメントの理解及び普及に繋げていく。

目次

1. 目的 1
2. プラントの危険性の理解 2
  2.1 プロセスプラントの危険性 2
  2.2 反応危険性 3
  2.3 ハザードリストとシナリオ 9
3. リスクマネジメント及びリスクアセスメント 11
  3.1 リスクマネジメント及びリスクアセスメントの意義と重要性 11
  3.2 リスクマネジメントの基礎 11
  3.3 リスクアセスメントの基礎 12
4. リスクアセスメント手順 14
  4.1 ハザードの特定 14
  4.2 リスク解析 16
  4.3 リスク評価 16
  4.4 リスク対応 17
5. 非定常リスクアセスメント 19
  5.1 適用対象 19
  5.2 ハザード特定にあたっての解析手法 21
  5.3 手順 HAZOP 26
  5.4 緊急シャットダウン(ESD) HAZOP 31
6. 参加メンバー 33
7. リスクアセスメント優先順位の考え方 34
8. 設備・製造方法等の変更に係るリスクアセスメント 35
9. 準備すべき資料 37
10. 関係者への周知、教育 38
11. その他 38
12. 用語の定義 39
13. 参考文献 41
おわりに 42

1　目的

石油コンビナート等の事業所における事故（多数の死傷者を伴う重大事故を含む）の多くは、設備のシャットダウン、スタートアップ、保全作業中などのいわゆる「非定常時」に発生している。

高圧ガス保安法の認定（完成・保安）検査実施者には、保安管理システム[1)]の構築とその運用が求められている。このなかで、製造工程、設備、運転等における保安に影響を与えるハザードの特定[2)]に係る手順を確立、維持するとともに、ハザードに関する最新の情報の取得が求められている。認定検査実施者は、この要求事項に基づきリスクアセスメントを実施している。しかし、非定常リスクアセスメントに関しては、その実施が十分に浸透していないこと、またリスクアセスメント実施にあたってのメンバー構成及び参考とする資料が十分でないことなど、リスクマネジメント、リスクアセスメントの意義と重要性に対して理解が十分でない側面も見受けられる。

そこで、本ガイドラインでは、最近発生した重大事故に共通する要因と背景の一つとして指摘されている非定常時を対象とするリスクアセスメントの理解と実施を推進するために、その意義と重要性、非定常時の定義、非定常リスクアセスメントの適用対象、非定常リスクアセスメント手法の例、リスクアセスメント実施時の留意事項等について紹介する。

また、認定検査実施者以外の高圧ガス製造事業者については、リスクアセスメントへの取組みが十分でない状況と考えられるため、リスクアセスメントの実施が推進されるよう、基本的な考え方と実施方法を紹介する。

注[1)]　事業所の保安管理活動を促進するために、方針及び目標を定め、それらを達成するために計画の策定、実施、評価及びその改善を継続的に行う仕組み。事業所の保安管理方針を明確に定め、実施し、達成し、見直し及び維持するための体制、責任、手順及び資源（人材、予算、物質及び専門的技術を含む。）を含む。

認定完成検査実施者及び認定保安検査実施者の認定に係る事業所の体制の基準を定める告示（平成 17 年 3 月 30 日　経済産業省告示第 86 号）（以下「認定検査実施者告示」という。）第 3 条第 1 号。

注[2)]　事故の発生をもたらす潜在的な危険性の存在を認識し、かつ、その特性を明確にするための一連の措置。

認定検査実施者告示第 3 条第 2 号及び第 3 号。

2 プラントの危険性の理解

石油精製、石油化学などのプロセスプラントは、可燃性、反応性、自己分解性、毒性といった危険性を有する物質を大量に製造し、また、取り扱っている。プラントの保安確保にあたっては、安全の法規制と規格に従うことは最低の要求事項であることはいうまでもないが、安全管理、設備管理という定常的業務に加えて、リスクマネジメント、リスクアセスメントによりハザードを特定し､また､リスクの大きさを評価したうえで、必要に応じてリスク低減策を講じることが必要である。このためには、プロセスプラントの危険性を理解することがまず必要となる。ここでは、リスクマネジメント、リスクアセスメントの実施の前に理解しておくべき基本事項として、プロセスプラントの危険性及び反応危険性について概要を説明する。

2. 1 プロセスプラントの危険性

取扱い物質の危険性、操作の危険性など、プロセスプラント固有の危険性を理解し、把握する必要がある。代表的なプロセスプラントの危険性の幾つかを以下に示す。

(1) 取扱い物質に起因する危険性

プロセスプラントは、可燃性、反応性、自己分解性、毒性を有する危険性物質を大量に取り扱っており、異常反応、暴走反応などの危険性、空気との混合による燃焼・爆発の危険性などを有している。また、取り扱うエネルギーが大きく、事故が発生した場合には被害が拡大する危険性がある。

(2) 不純物に起因する危険性

不純物の混入、残存、蓄積などのきわめて少量の物質が引き金となり、事故につながる危険性がある。例えば、反応工程においては、原料中の不純物、活性物質の混入又は反応釜に残存していた不純物などにより、異常反応が発生して事故につながる危険性がある。

(3) 操作特性に起因する危険性

昇圧、昇温、反応、分離、凝縮、蒸発などの複数の操作が行われることから、機器の故障又は誤操作を引き金として運転範囲が正常状態から逸脱し、事故につながる危険性がある。例えば、高温流体を熱交換器などで冷却する操作では、熱交換器の冷媒系の故障により高温流体が冷却されずに熱交換器を通過し、下流の配管と機器の設計温度を超え、熱膨張のひずみによりフランジ継手から漏えいする危険性がある。

(4) 物質の相変化に起因する危険性

物質が気体、液体、固体という相状態で操作されているため、相変化に伴う危険性が存在する。

例 1　気体物質の凝縮に伴う危険性
例 2　液体物質の気化による体積膨張と気化熱による温度降下に伴う危険性
例 3　固体物質の析出に伴う危険性

（5）運転条件に起因する危険性

例えば、エチレンプラントのように、分解炉の 800～900℃から液化、貯蔵工程の－104℃という幅広い温度領域で運転されており、また、圧力も低圧から高圧までの工程が 1 つのプラント内に存在しており、運転温度と運転圧力の大きな差に起因する危険性がある。

（6）設備構成に起因する危険性

プラントを構成する設備、機器は配管で連結されているため、ある特定の機器又は操作工程に不調、異常などが発生すると、その影響が上流又は下流へ波及し、思わぬところで危険性が顕在化する。また、異常の発生要因が機器の欠陥、回転機械の故障、制御系の故障、運転員の誤操作などと多岐にわたるため、異常が発生した場合に真の原因を迅速に把握することは難しく、異常が事故にまで進展する危険性がある。

2. 2 反応危険性

物質の混合を伴う反応操作においては､予想しなかった発熱反応により反応が暴走し、温度と圧力が異常に上昇して装置の破壊又は火災による事故となり、被害を与えることがある。また、異種の物質が予想しない接触又は混合により発熱と発火を引き起こし、事故につながる危険性がある。前者は反応暴走の危険性であり、後者は混触危険性又は混合危険性である。この両者はいずれも発熱反応であり、温度の上昇に伴い反応が加速されるため、事故の予防にあたっては異常な反応が起こること自体を防いだり、反応の初期の段階で異常を検知して早期に反応の進行を止めることが必要である。以下に代表的な反応危険性を紹介する。

（1）反応暴走の危険性

反応暴走とは、反応装置の内部で発熱反応が起こり、温度が上昇して反応を制御することが不可能になった状態をいう。この発熱反応が目的とする正常な反応であることもあれば、副次的な反応又は二次的な反応（正常な反応に対してこれらを異常反応という。）であることもある。いずれも発熱の大きな反応であることが特徴であり、正常な発熱反応に対する除熱の能力不足の場合、除熱が正常に機能しない場合、正常な反応の運転状態から温度、圧力が高くなった場合、原料の組成条件が逸脱した場合などに反応暴走が起こる危険性が高くなる。

反応暴走が起こる危険性の高い反応のタイプには次がある。

1) 酸化反応

酸化反応は発熱反応であるだけでなく、反応性の高い酸化剤（酸化性物質）を使用しているために爆発の危険性も高くなる。最近では、熱的に不安定な原料を使用した酸化反応、酸化反応による反応性中間体の生成などによって反応が暴走する事故が増えている。微量成分、過酷な反応条件などが影響している例もある。

2) 重合反応

重合反応は発熱が大きく、撹拌不良又は伝熱不良で冷却が不十分になったり、触

媒の仕込み量又は重合禁止剤添加量が不適切であったために起こる例が多い。溶液重合、懸濁重合などに比べて塊状重合では、温度制御が容易ではないことが多い。

3) 水素化反応

触媒を用いた不飽和結合への水素添加反応、水素化脱硫反応、水素化分解反応などでは、反応の発熱自体は大きくないが、大量の水素と活性な触媒の使用、高温と高圧の条件で行われるために、反応暴走が起こる危険性が高い。

4) 付加反応

付加反応は A+B=AB で表されるように同種又は異種の化合物が結合して別の化合物を生成する反応であり、基本的に発熱反応である。代表的な例は、不飽和結合への水素化、ハロゲン化水素付加、アルコール付加などの付加反応がある。

上記のそれぞれの反応が原因となった事故事例を表 1 に示す。

表 1　反応暴走が起こる危険性の高い反応のタイプと事故事例

項目	酸化反応による事故事例	
事故名称	シクロヘキサン酸化反応器の爆発、火災事故	カルボキシメチルセルロース製造装置の爆発、火災事故
発生日 発生場所 発生業種	1961 年 2 月 群馬県 化学工業	1971 年 3 月 兵庫県 化学工業
事故概要	シクロヘキサンを原料として、酸素酸化によりシクロヘキサノンを製造する設備で停電のために反応器内の温度が低下した。そのために酸素の圧力が通常運転時の 0.75MPa から 1MPa まで上昇し、酸化反応器が爆発した。	カルボキシメチルセルロース製造装置で、過酸化水素水の自動計量器を制御するコンピュータが不調となったために、手動に切り替えて過酸化水素水の添加を停止した。次いで、反応液を反応槽に移液して水冷却により水素化ナトリウムを添加して反応させ、モノクロロ酢酸を加えて撹拌を行っていたところ、徐々に温度が上昇し、反応槽が爆発した。
原因	ユーティリティの停止（停電）により酸素濃度が上昇したために過酸化物が生成し、分解を起こして爆発した。	コンピュータの不調により、過酸化水素水が規定量の 20 倍も導入されたために、水酸化ナトリウムを加えた段階で大量の酸素が発生し、溶剤のイソプロパノールと可燃性混合気を形成したものと考えられる。 着火源は、反応槽ジャケットに何らかのミスでスチームが流入し、反応槽壁内の温度が上昇して低発火点物質が発火した可能性が考えられる。
参考文献	RISCAD	失敗事例

	重合反応による事故事例	水素化反応による事故事例
事故名称	RIM 原液製造装置の爆発、火災	エチレン製造工場のアセチレン水添工程での爆発
発生日 発生場所 発生業種	1996 年 4 月 29 日 岡山県 化学工業	1973 年 7 月 山口県 化学工業
事故概要	RIM(Reaction Injection Molding)の原料液製造装置で、ジシクロペンタジエン、ジエチルアルミニウムクロライド、1、3-ジクロロ-2-プロパノール、四塩化ケイ素を含有する配合液を調整し、その配合液をタンク内に保管していたところ、重合反応により温度上昇し、爆発、火災に至った。	エチレン製造設備のアセチレン水添工程で、緊急停止後の立ち上げ作業において、水素の過剰投入により、本来アセチレンの水添がされるところをエチレンまで水添されたために暴走反応が起こり、異常高温によるエチレン分解にまで進行し、爆発、火災に至った。
原因	原料液製造装置での原料配合方法を変更した事（前バッチの残液を残したまま次の調整に移行）で、カチオン種発生によるカチオン重合が発生し、この条件で重合反応が発生する事を見落としていた。	立ち上げ後に水素の停止を調整弁のみで行うこととした。結果として水素が停止されずに過剰投入となった。
参考文献	失敗事例	RISCAD、失敗事例

項目	付加反応による事故事例	
事故名称	エチリデンノルボルネン製造装置の爆発事故	エポキシ樹脂製造におけるエピクロルヒドリンとジメチルスルホキシド共存系の爆発
発生日 発生場所 発生業種	1973 年 10 月 18 日 神奈川県 化学工業	1985 年 1 月 化学工業
事故概要	ブタジエンとシクロペンタジエンを原料としてビニリデンノルボルネンを合成する装置で、撹拌機と冷却コイルを有する液相液封形反応槽を臨時停止させた。このとき、定常運転の反応槽内組成のまま、すぐに撹拌機を止めた。反応は続行したが、冷却ができずに暴走反応に移行し、高温のためにテフロンパッキンの一部が溶融し、そこから噴き出た内容液、ガスが発火した。	エポキシ樹脂製造工程で発生する廃液（エピクロロヒドリン（ECH）とジメチルスルホキシド（DMSO）共存系を含む。）を処理するため蒸留を行った。加熱用スチームの安全弁が作動したために、調整していたところ、突然に爆発した。
原因	製造工程で一時的に部分停止を行ったが、発熱反応が持続可能な組成と温度のままで撹拌機を止めたために反応器内全体の冷却が不十分となり、温度上昇から暴走反応に移行した。	蒸留塔塔底で廃液中の ECH は重合するが、蒸留初期には、ECH の重合熱は、ECH 自体の気化熱で除熱されていた。ECH の減少に伴い内容物の沸点が上昇し、ECH の急激な重合と DMSO の分解を引き起こした。
参考文献	失敗事例	失敗事例

（2）混触危険性

2 種類以上の物質が混触することにより発熱、発火したり、爆発性混合物を形成する危険性のある組み合わせとして代表的な例を表 2 に示す。表の中で混触により直ちに発熱、発火が起こる危険性の高い例としては、過酸化ナトリウム、無水クロム酸、過マンガン酸カリウム、さらし粉などの酸化剤と可燃性物質の組み合わせ、又は、亜塩素酸カリウム、塩素酸カリウム、臭素酸カリウムなどのオキソハロゲン酸塩と強酸の組み合わせがある。混触による発熱、発火を防止するには、危険性のある物質についての情報をもち、その情報を基にして適切な安全対策を講ずる必要がある。なお、空気又は水との接触により発熱、発火が起こる自然発火性物質なども広い意味では混触危険性物質と考えることができる。混触により発生した事故事例を、表 3 に示す。

表 2　混触危険性の組み合わせ例

1.　酸化性物質と可燃性物質	
1)　酸化性物質	
a)　オキソハロゲン酸塩	過塩素酸塩、塩素酸塩、臭素酸塩、ヨウ素酸塩、亜塩素酸塩、次亜塩素酸塩など
b)　金属過酸化物、過酸化水素	金属過酸化物：過酸化カリウム、過酸化カルシウムなど
c)　過マンガン酸塩	過マンガン酸カリウムなど
d)　ニクロム酸塩	ニクロム酸カリウムなど
e)　硝酸塩類	硝酸カリウム、硝酸ナトリウム、硝酸アンモニウム
f)　硝酸、発煙硝酸	
g)　硫酸、発煙硫酸、三酸化イオウ、クロロ硫酸	
h)　酸化クロム（Ⅲ）	
i)　過塩素酸	
j)　ペルオキソ二硫酸	
k)　塩素酸化物	二酸化塩素、一酸化塩素
l)　二酸化窒素（四酸化二窒素）	
m)　ハロゲン	フッ素、塩素、臭素、ヨウ素、三フッ化塩素、三フッ化臭素、三フッ化ヨウ素、五フッ化塩素、五フッ化臭素、五フッ化ヨウ素
n)　ハロゲン化窒素	三フッ化窒素、三塩化窒素、三臭化窒素、三ヨウ化窒素
2)　可燃性物質	
a)　非金属単体	リン、イオウ、活性炭など
b)　金属	マグネシウム、亜鉛、アルミニウムなど
c)　硫化物	硫化リン、硫化アンチモン、硫化水素、二硫化炭素など
d)　水素化物	シラン、ホスフィン、ジボラン、アルシンなど
e)　炭化物	炭化カルシウムなど
f)　有機物	炭化水素、アルコール、ケトン、有機酸、アミンなど
g)　その他	金属アミド、シアン化物、ヒドロキシルアミンなど
2.　過酸化水素と金属酸化物	金属酸化物：二酸化マンガン、酸化水銀など
3.　過硫酸と二酸化マンガン	
4.　ハロゲンとアジド	ハロゲン：フッ素、塩素、臭素、ヨウ素など ア ジ ド：アジ化ナトリウム、アジ化銀など
5.　ハロゲンとアミン	ハロゲン：フッ素、塩素、臭素、ヨウ素、三フッ化塩素、三フッ化臭素、三フッ化ヨウ素、五フッ化塩素、五フッ化臭素、五フッ化ヨウ素など ア ミ ン：アンモニア、ヒドラジン、ヒドロキシルアミン
6.　アンモニアと金属	金属：水銀、金、銀など
7.　アジ化ナトリウムと金属	金属：銅、亜鉛、鉛、銀など
8.　有機ハロゲン化物と金属	金属：アルカリ金属、マグネシウム、バリウム、アルミニウムなど
9.　アセチレンと金属	金属：水銀、銀、銅、コバルトなど
10.　強酸との混合により発火、爆発する物質	
a)　オキソハロゲン酸塩	過塩素酸塩、塩素酸塩、臭素酸塩、ヨウ素酸塩、亜塩素酸塩、次亜塩素酸塩
b)　過マンガン酸塩	過マンガン酸カリウムなど
c)　有機過酸化物	過酸化ジベンゾイルなど
d)　ニトロソアミン	ジニトロソペンタメチレンテトラミン（DPT）など

表３　混触による事故事例

項目	混触による事故事例	
事故名称	エポキシ樹脂製造装置における異物混入による DMSO 回収槽の爆発	アルキルアルミニウム製造装置における残存物同士の混触に起因する爆発、火災
発生日 発生場所 発生業種	1993 年 7 月 4 日 愛媛県 化学工業	1996 年 7 月 17 日 大阪府 化学工業
事故概要	エポキシ樹脂製造装置の溶剤ジメチルスルホキシド(DMSO)の回収槽内で異物（エピクロロヒドリンなど）と DMSO が反応し、温度、圧力が上昇し、爆発、火災に至った。	多目的生産装置のバッチ式水素化反応器でナトリウムビス-2-メトキシエトキシ-アルミニウムヒドリド(SAH)製造中に、反応器気相部にテトラヒドロフラン(THF)とナトリウムアルミウムヒドリド(NAH)が残存していたために、異常反応が発生して SAH の発熱分解を誘発し、反応器が破裂して火災となった。
原因	DMSO 回収槽とエピクロロヒドリンなどの貯槽が連結されており、その仕切り弁の内部漏れが原因と推定した。	NAH 製造後（THF 使用）の洗浄が不十分であった。
参考文献	失敗事例	失敗事例

2. 3 ハザードリストとシナリオ

石油精製、石油化学をはじめとするプロセスプラントにおけるハザードを漏れなく抽出するには、ハザード（危険源、危険状態、危険事象）が何であるかを明確にし、事故が発生する様々なシナリオを考えることが必要であるが、一個人が考えられる範囲には限界がある。そのために、ハザードについて整理した表（ハザードリスト）等を参照して、ハザードの抽出のヒントとすることは有効な方法といえる。

また、すでに記したように化学プロセスは可燃性、反応性、自己分解性、毒性などの危険性を有する物質を取り扱っている。また、温度、圧力、液レベル、流量、組成・成分といったプロセスパラメータを適切に制御することにより安全で安定な運転を維持している。これらの物質固有の危険性及びプロセスパラメータの変動（高温、高圧等）がハザードであり、これらを適切に管理できないと事故といった危険事象の発生につながることになる。表 4 に化学プロセスのハザードを特定するシナリオの例を示すが、これらはハザードの特定にあたり参考となる。

表 4　化学プロセスのハザードを特定するシナリオの例

分類	ハザード（危険源）	シナリオ	ハザード（危険状態、危険事象）
物質	可燃性	可燃性ガスを保有している容器に空気が漏れこんだ。	容器内に可燃性混合気が形成され、容器内火災の危険性。
	反応性	発熱反応プロセスの反応釜において、冷却器の故障で温度が上昇した。	反応熱の蓄積により暴走反応の危険性。
	自己分解性	有機過酸化物を保有している容器の冷却システムが故障し、有機過酸化物の温度が徐々に上昇した。	有機過酸化物の分解爆発により容器破裂の危険性。
	自然発火性	定修時に脱硫反応器から取り出した硫化鉄を野ざらしの状態で放置した。	硫化鉄は自然発火性があり、空気と接触して燃焼する危険性。
	毒性	毒性のある液体を貯蔵するタンクが腐食により開口した。	毒性液体の漏えい危険性。
プロセス	高圧	高圧運転の容器と低圧運転の容器を連結している配管の圧力調節弁が故障で全開した。	高圧のガスが低圧の容器に流れ込み、低圧の容器が破裂する危険性。
	負圧	常圧設計の容器の内部をスチームで洗浄したのち、容器に接続しているバルブを外部との縁切りのため全て閉止して静置した。	容器内部が冷却し、スチームの凝縮により内圧が負圧となり、容器の負圧座屈の危険性。
	高温	高温の流体を冷却するクーラーの冷却媒体が停止したため、高温流体が冷却されずに下流の機器に流れ込み、機器の設計温度を超えた。	・急激な高温流体の流入による熱衝撃でフランジ継手からの漏えい危険性。 ・機器の設計温度を超える流体の流れ込みによる機器損傷の危険性。
	低温	－100℃の極低温ガスを 20℃まで昇温する加熱器の熱源が停止したため、－100℃の低温ガスが昇温されずにヒーター下流に流れ込んだ。なお、低温ガスのヒーター入口側配管は低温に強いステンレス鋼であったが、ヒーター出口側配管は常温使用の炭素鋼であった。	常温使用の炭素鋼配管に極低温ガスが流れ込んだため、低温脆性破壊の危険性。
	液レベル高	遠心式圧縮機の入り口側に設置されている液とガスを分離するノックアウトドラムの液面が徐々に上昇し、遂にはドラムから液がオーバーフローして圧縮機吸引側のガス配管に流入した。	・圧縮機に液体が流入することにより圧縮機が振動により損傷の危険性。 ・ガスが可燃性であれば漏えいにより火災、爆発の危険性。
	液レベル低	ポンプの上流側に設置されているドラムへの液体の流入が停止したため、ドラムの液面が低下した。	ドラムの液面低下が継続し、空になるとポンプが空引き状態となり、振動により損傷し、内部流体が漏えいする危険性。

3　リスクマネジメント及びリスクアセスメント

3.1　リスクマネジメント及びリスクアセスメントの意義と重要性

石油コンビナート等の事業所では、可燃性物質、有毒物質等の物質を大量に保有、製造しており、これらの物質の漏えい、引火等の事象が発生した場合、重大事故に進展する可能性があることはすでに述べた。このような重大事故は、人的被害（死傷、後遺症）、設備被害（機器破損）、生産機会損失、顧客信頼損失といった財産、経営に直接ダメージを与えるだけでなく、環境被害、社会的な企業イメージ失墜等の信頼回復に多大な時間、労力、努力を要するダメージも被ることとなり、企業の事業存続が危ぶまれるリスクにつながりかねない。このように事故を対象とした場合、事故の可能性（発生確率）と事故がもたらす被害（影響度）の組み合わせを、リスクと定義する。

リスクが現実とならないように事前に対策を講じること、及びリスクが現実となった場合に影響度を最小に抑える対策を講じることがリスクマネジメントである。また、このリスクマネジメントの一構成プロセスとしてリスクアセスメントがある。リスクアセスメントは、ハザードを特定し、ハザードから事故が起こるシナリオを明らかにし、次に、その起こりやすさと影響度を組み合わせてリスクの大きさを見積もり、リスク評価によりその許容値を設定し、必要に応じてリスク低減策を講じるという一連の検討プロセスである。すなわち、リスクアセスメントを通してリスク評価を行い、次にリスクマネジメントにおいてリスク対策を図り、リスクの受容を検討する事が重要である。

このように、リスクマネジメント、リスクアセスメントにより事故防止、事故影響度最小化を図ることは企業においては事業存続のために非常に重要であり、企業の利益に繋がるとの認識でリスクマネジメント、リスクアセスメントに取り組んでいただきたい。

3.2　リスクマネジメントの基礎

リスクマネジメントとは ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010) で「リスクについて、組織を指揮統制するための調整された活動」と定義されており、事故、自然災害、経済事件等の組織に係わる様々なリスクが顕在化することで発生する損失と不利益の要因を特定し、評価及び対応を通じて、最小のコストでリスクを極小化するという経営管理手法を意味している。リスクマネジメントは図 1 に示すようにリスクアセスメント、リスク対応、リスクの受容、リスクコミュニケーションという 4 つのプロセスで構成されており、リスクアセスメントはリスクマネジメントの構成プロセスの一つである。リスクマネジメント、リスクアセスメントの詳細については、ISO 31000:2009(JIS Q 31000:2010) を参照されたい。

- リスクマネジメント
  - リスクアセスメント
    - リスク解析
      - ハザードの特定
      - リスク算定
    - リスク評価
  - リスク対応
    - リスクの回避
    - リスクの最適化（低減）
    - リスクの移転
    - リスクの保有
  - リスクの受容
  - リスクコミュニケーション

図 1　リスクマネジメントの構成

3.3　リスクアセスメントの基礎

リスクアセスメントとは ISO 31000:2009 で「ハザードの特定、リスク解析及びリスク評価のプロセス全体」と定義されており、リスクマネジメントプロセスの中核である。リスクアセスメントの手順を図 2 に示す。前記したように、リスクアセスメントはハザードを特定し、リスク解析により事故に至るシナリオを構築し、事故の起こりやすさと影響度からリスクの大きさを見積もり、次に、リスク評価によりリスク許容値を設定し、必要に応じてリスク対応の方針を検討するという大きく 3 つの検討ステップからなる。それぞれのステップの概要を以下に示す。

(1) ハザードの特定

人、環境又は設備に危害を引き起こす潜在的危険源であるハザードを洗い出し、事故が発生するシナリオを解析し、ハザードを特定すること。

(2) リスク解析

特定したハザードから事故の起こりやすさと影響度を解析し、これの組み合わせによりリスクの大きさを見積もる。なお、リスクの大きさを見積もるにはリスクマトリックスを用いた方法が広く活用されている。リスクマトリックスについては後述する。

(3) リスク評価

リスク解析の結果をもとに、リスク許容値を設定し、許容値以下の大きさのリスクを受容する。リスクの大きさが許容値を超える場合には、リスク対応の方針を検討する。

この（1）～（3）の検討ステップの解析を実施することで、対象とする化学プロセス

のどこにどのようなハザードが潜んでいるか明確となり、リスクの大きさを見積もることが可能となる。ハザードの特定の例を図 3 に示す。

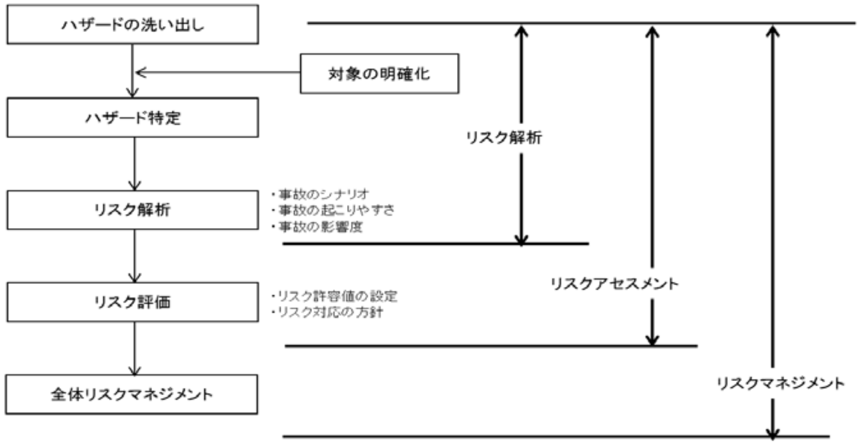

図 2　リスクアセスメントの手順

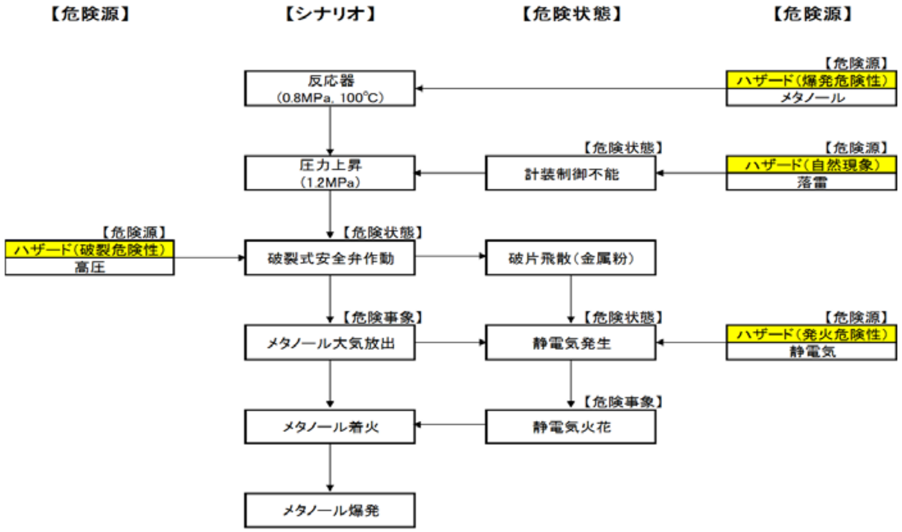

図 3　ハザードの特定の例

4　リスクアセスメント手順

リスクアセスメント手順については ISO 31000 に詳細な流れが説明されているが、ここではその流れの概略について説明する。

4. 1　ハザードの特定

ハザードの特定については、代表的な解析手法を表 5 に示すが、これらの手法単独又は複数の手法を組み合わせて活用されている。なお、この表に示した以外にも企業がそれぞれのプラントの特性を考慮して開発した手法も使用されている。ハザード特定手法の詳細については ISO 31010:2009(JIS Q 31010:2012) に記載されているので、そちらを参照されたい。

表 5　ハザードの特定にあたっての解析手法の例

手法		概要	得られる結果
HAZOP	連続系 HAZOP（定常系）	連続プロセスの定常運転状態を対象として適用される。プロセスプラントを構成する 1 本のラインまたは機器に着目し、流量、温度、圧力、液レベルといったプロセスパラメータの正常状態からのずれを想定する。次に、ずれの原因となる機器故障や誤操作を洗い出し、それらが発生した時のプラントへの影響を解析し、ハザードを特定する手法である。ずれの想定にあたっては No（なし）、Less（過少）、More（過大）などのガイドワードとプロセスパラメータを組合せる。	・ハザード特定 ・対策妥当性評価
	バッチ系 HAZOP（非定常系）	バッチ反応プロセスやプラントのスタートアップ、シャットダウン操作などを対象とした HAZOP 手法である。バッチ反応 HAZOP においては、バッチのレシピに示されている操作におけるずれを想定してハザードを特定する。また、プラントのスタートアップやシャットダウンや加熱炉の点火操作などに対する手順 HAZOP においては、操作手順書（要領書）に示されている操作におけるずれを想定してハザードを特定する。連続系の HAZOP のガイドワードに加えて、タイミングや時間に関するずれを想定するために Sooner than（早すぎ）や Longer than（長すぎ）といったガイドワードも使用する。	・ハザード特定 ・対策妥当性評価
What-if		「もし……であるならば」という質問を繰り返すことにより、設備面、運転面でのハザードを特定し、それに対する安全対策を検討することによりシステムの安全化をはかる手法。	・ハザード特定 ・対策妥当性評価
FTA		対象とするシステムに起こってはならない事象を頂上事象として設定し、頂上事象の発生原因を機器・部品レベルまで次々に掘り下げ、その原因・結果を論理記号（AND、OR など）で結びつけツリー状に表現する、つぎに、頂上事象の発生原因となる機器・部品の組合せを解析したのち、機器・部品の故障確率を与えることにより頂上事象の発生確率を解析する手法。	・ハザード特定 ・発生頻度評価
ETA		可燃性液体の流出といった引金事故が、どのように拡大していくかを、安全・防災設備あるいは緊急対応の成功・失敗を考慮して事故拡大過程を解析し、最終的に到達する災害事象をツリー状に表現する。	・ハザード特定 ・発生頻度評価
FMEA		システムを構成する機器に着目し、その機器に考えられる故障モード（例えばバルブでは、故障全開、故障全閉、操作不可など）をとりあげその故障がシステムに及ぼす影響と安全対策を解析する手法。	・ハザード特定 ・対策妥当性評価
Dow 方式		取り扱う物質の危険性、温度、圧力といった操作条件の危険性、装置固有の危険性等により機器ごとの評価点をつけ危険指数を算出する。危険指数の大小により機器の相対的な危険度を評価する手法。	・ハザードの潜在的大きさの評価
チェックリスト方式		あらかじめ用意された質問リストに従い、安全面での配慮がなされているかをチェックしていく方式	・リスク低減策が実施されているかの確認

4. 2　リスク解析

特定したハザードから事故の発生頻度と影響度を解析する。表 6 にリスクの人的被害及び経済的損失の程度を定性的に分類した例を示す。続いて、また、表 7 にリスクの起こりやすさ（事象発生頻度）を定性的に分類した例を示す。

表 6　人的被害及び経済的損失に係る影響度の分類例

影響度	人的被害及び経済的損失
Ⅰ Catastrophic 壊滅的	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・事業所内又は事業所外で死者が発生 ・損害額と生産ロスが 1 億円以上
Ⅱ Severe 深刻	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・複数の負傷者が発生 ・損害額と生産ロスが 1 千万円から 1 億円
Ⅲ Moderate 中程度	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・1 名の負傷者が発生 ・損害額と生産ロスが 1 百万円から 1 千万円
Ⅳ Slight 軽度	以下のいずれかの状態が発生する場合 ・死傷者なし ・損害額と生産ロスが 1 百万円以下

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、 Stone & Webster Engineering Corporation

表 7　リスクの起こりやすさの分類例

起こりやすさ	発生頻度
A	1 年に 1 回以上発生
B	1～10 年に 1 回発生
C	10～100 年に 1 回発生
D	100～10000 年に 1 回発生
E	10000 年に 1 回以下発生

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、 Stone & Webster Engineering Corporation

4. 3　リスク評価

表 6,7 を使用して特定されたリスクの影響度ならびに発生頻度をもとにリスクレベル（1～4）を評価するにあたってのリスクマトリックスの例を表 8 に示す。マトリックスにおける縦軸が被害の影響の大きさ（影響度）であり、横軸が危険事象の起こりやすさ（発生頻度）である。

表 8　リスクマトリックスの例

		起こりやすさ				
		A	B	C	D	E
影響度	Ⅰ	1	1	1	2	4
	Ⅱ	1	2	3	3	4
	Ⅲ	2	3	4	4	4
	Ⅳ	4	4	4	4	4

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、 Stone & Webster Engineering Corporation

次に、表 8 により決定されたリスクレベルが受容できるか否かを判定することになるが、判定基準の例を表 9 に示す。

表 9　リスクレベルの受容性の判定基準の例

リスクレベル	種類	必要なリスク低減対策
1	Unacceptable 許容不可	一定期間（例えば 6 ヶ月）以内に工学的又は管理的なリスク低減対策をとり、リスクレベルを 3 以下にする必要がある。
2	Undesirable 望ましくない	一定期間（例えば 12 ヶ月）以内に工学的又は管理的なリスク低減対策をとり、リスクレベルを 3 以下にする必要がある。
3	Acceptable with controls 制御することにより許容可能	適切な手順又は管理方法を確立する必要がある。
4	Acceptable as is 許容可能	特にリスク低減措置は必要なし。

出典：Risk Assessment and Risk Management for the Chemical Process Industry、Stone & Webster Engineering Corporation

なお、ここで示したリスクマトリックスの影響度や発生頻度ならびにリスクの受容性の判定基準の考えはあくまで 1 つの参照例である。これらはそれぞれの企業がプロセスや取り扱っている危険物質の危険特性や社会との関わり合いを考慮して、企業それぞれが決めていくものである。その際、考慮しなければならないのは、3.1 リスクマネジメント及びリスクアセスメントの意義と重要性で述べたように、事故防止、事故発生時の影響の最小化を図ることが企業の社会的責任であること、また、事業存続のために重要であり、これを適切に管理することが企業の利益に繋がるとの認識を持って決定してくことが必要といえる。

4. 4 リスク対応

リスクが受容できないと判断された場合には、当該リスクを低減する手段を可能な限り検討し、妥当なリスク低減対策を採用する。その際リスク低減手段として、影響度の

低減（爆発、火災などに対する被害の低減、有毒物質漏えい時の被害抑制のための系内保有量低減等）、発生頻度低減（安全設備による事故予防、危険事象につながる行為自体の排除等）といったアプローチで検討するとよい。この被害低減策として、設備改造や安全防災装置の設置などといったハード面の対策やマニュアルや操作手順の改訂、教育・訓練、表示等といったソフト面の対策が考えられるが、低減対策の有効性や経済性などを考慮して妥当な案を採用する。この採用したリスク低減対策については、これを実施した場合のリスク解析、リスク評価を再度行い、リスクが低減されることを確認する。リスクレベル結果については、表 10 のような一覧表で自プラントの状況を管理すると、情報共有化や管理の面で便利である。

表 10　各プラントでのリスクレベル結果の例

		工程				
		原料系	反応系	回収系	精製系	廃水系
ハザード	引火物漏えいによる爆発、火災	2	3	3	3	4
	毒ガス漏えいによる中毒	4	2	3	4	4
	暴走反応による高圧機器破壊	4	2	4	4	4
	熱交換器開放洗浄時の環境汚染	4	3	2	3	2

5　非定常リスクアセスメント

本ガイドラインでは、非定常時のリスクアセスメントについて解説していく。

ここで非定常リスクアセスメントでの非定常とは、“プロセスの状態量や操作内容、作業内容が時間とともに変化する状態をいい、計画的な移行状態および不調によって発生する遷移状態も含む”と定義する。加熱炉の点火操作、ポンプの切り替え操作などは一般的には定常操作という認識であるが、操作内容や運転状態が時間とともに変化していくため、リスクアセスメントにおいては非定常という位置づけになる。

非定常操作としては、例えばプラントのスタートアップ／シャットダウン操作、バッチ反応などがあげられるが、これらの操作においては時間とともに運転状態が変化していくこと、オペレーターによる現場操作（手動弁開閉、ポンプ起動停止等）が多いことなどが定常操作と比較して大きな違いとなる。この時間経過に伴う運転状態の変化や現場操作の多様性がプラントの安定で安全な運転に大きく関与する為、これを考慮に入れてハザード（危険事象）を洗い出すことが重要であり、これが非定常リスクアセスメントの特徴であり基本である。

本ガイドラインでは、非定常リスクアセスメントの理解を深めることを目的とし、非定常リスクアセスメントの適用対象例、リスクアセスメントにあたっての手法の紹介ならびに簡易事例の紹介を行うこととする。

5. 1　適用対象

非定常リスクアセスメントの適用対象となる各種操作や作業の例を表 11 に示す。適用対象となる操作や作業は、例 1～5 のように、プロセスの状態量や操作内容、作業内容が時間とともに変化し、計画的な移行状態及び不調によって発生する遷移状態を含むものや、例 6、7 のように現場テストや非定常保全作業に係るものなど多岐にわたる。

平成 23 年以降に発生した重大事故は全て非定常時に発生しており、具体的には緊急停止後の操作中や、現場テストで機器を通常とは異なる条件で使用している最中に発生している。これら重大事故は非定常運転に対するリスクアセスメントの実行と対応の検討が十分ではなく、反応制御ができずに暴走反応を引き起こし事故に至っている。

なお 2.2 反応危険性で示した表 1 の事故事例で、酸化反応事故事例の「シクロヘキサン酸化反応器の爆発、火災事故」と「カルボキシメチルセルロース製造装置の爆発、火災事故」、重合反応事故事例の「RIM 原液製造装置の爆発、火災」、水素化反応事故事例の「エチレン製造工場のアセチレン水添工程で爆発」、付加反応事故事例の「エチリデンノルボルネン製造装置の爆発事故」は非定常時に発生した事故である。

表 11　非定常リスクアセスメント適用対象例

対象例	実施理由
例 1　スタートアップ操作	手順書に従って操作していく過程で、プラント内の温度、圧力、組成等が刻々と変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならない操作や作業が行われるため。
例 2　シャットダウン操作	同上
例 3　緊急シャットダウン（ESD）操作	緊急停止に伴う操作やプラント内の状態が定常リスクアセスメントでは検討対象とならないため。
例 4　バッチ反応	バッチ反応レシピの各過程で、プラント内の温度、圧力、組成等が刻々と変化していくなか、各過程でのズレの影響が変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならないため。
例 5　グレード切り替え操作	グレード切り替えレシピの各過程で、プラント内の温度、圧力、組成等が刻々と変化していくなか、各過程でのズレの影響が変化していき、定常リスクアセスメントでは検討対象とならないため。
例 6　現場テスト	機器性能、能力解析等を行う場合、条件が定常運転範囲から意図的に外れる事や、通常使用していない機器を使用する場合が多々あり、定常リスクアセスメントでは検討対象とならないため。
例 7　非定常保全作業	非定常保全作業は、定常操作にはない装置開放作業、火気使用作業等による爆発、火災事故、毒ガスの漏えい等の災害に直結する作業が多い。作業の安全確保、災害防止の為、非定常リスクアセスメントによる影響解析が必要。

既に記したように、非定常リスクアセスメントとは、上記の様な非定常操作あるいは非定常作業を対象とし、機器や計器の故障、誤操作などを引き金として爆発、火災などのプロセス事故につながる恐れのあるハザードを特定し、事故に至るシナリオを解析した上で、起こりやすさと影響の大きさを評価し、対策立案することをいい、適用対象となる操作や作業の例を表 11 に挙げたが、非定常リスクアセスメントの対象となるものはこの 7 事例のみでない。すでに述べたように加熱炉の点火操作やポンプの切り替え操作も非定常リスクアセスメントの対象となる操作や作業であり、プロセス特性や運転特性に応じて非定常操作と考えられるものは非定常リスクアセスメントの対象になるという認識が必要である。

5. 2　ハザードの特定にあたっての解析手法

5. 2. 1　ハザードの特定に有効な手法例

ハザードの特定にあたっての解析手法の例として HAZOP、What if、FTA などを表 5 に示したが、ここでは HAZOP につき紹介する。図 4 に示すように HAZOP は大きくは連続系とバッチ系に分類できるが、前者の連続系 HAZOP は連続プロセスの定常運転状態が分析対象となる。後者のバッチ系 HAZOP は、時間とともに運転状態や操作内容が変化する操作やプロセスを対象としたもので、手順 HAZOP、バッチ反応 HAZOP、緊急シャットダウン（ESD）HAZOP に分類できる。

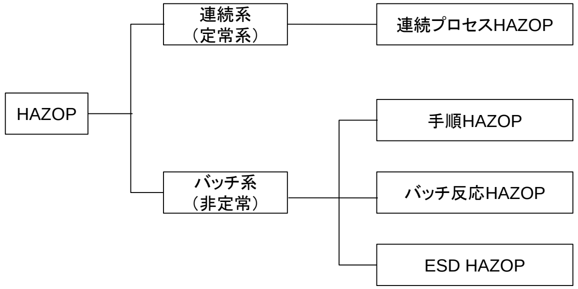

図 4　HAZOP の分類

HAZOP は連続系を対象としたものが基本であるため、まず連続プロセス HAZOP の概要を説明し、次に非定常 HAZOP 手法につき説明する。

5. 2. 2　連続プロセス HAZOP

連続系 HAZOP は連続プロセスの定常運転状態を対象とした HAZOP であり、従来から広く活用されている手法である。化学プロセスは、主として流量、温度、圧力、液レベル、組成（FTPLC）というプロセスパラメータを制御することにより正常状態を維持し、安全で安定な運転を維持している。もし、これらのプロセスパラメータが正常運転範囲を大幅に逸脱するとプロセス異常が発生し､ひいては事故につながる危険性がある。連続プロセス HAZOP は、上記した流量、温度、圧力、液レベル、組成（FTPLC）というプロセスパラメータが正常運転範囲から逸脱し、上方あるいは下方にずれたことを想定し、ずれの原因の特定、プラントへの影響分析、講じられている安全対策の確認とその妥当性の評価という作業ステップからなる。

連続プロセス HAZOP の基本手順を図 5 に示し、以下に各ステップの作業内容を説明する。

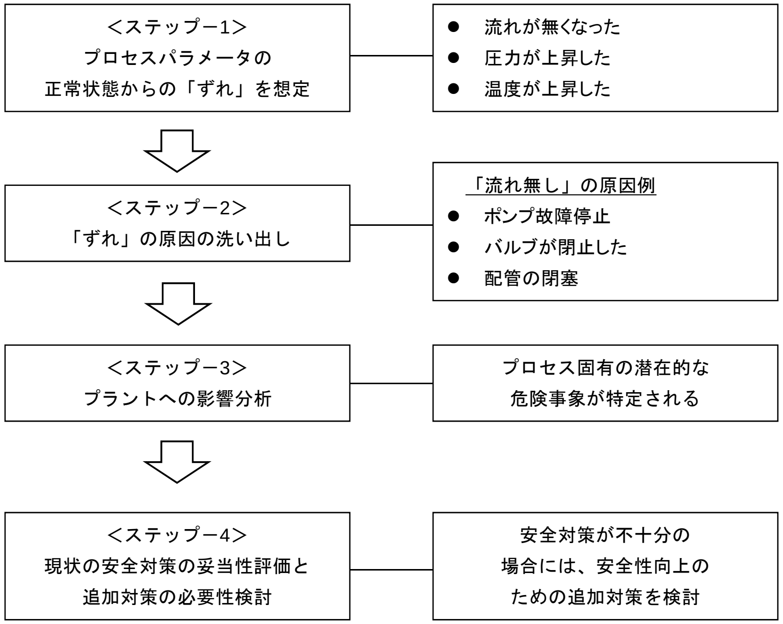

図 5　連続プロセス HAZOP の基本手順

(1) ステップ－1：ずれの想定

分析対象プロセスラインあるいは容器などの機器に着目して正常状態からのずれを想定する。ずれの想定にあたっては、あらかじめ決められた No、Less、More などのガイドワードとプロセスパラメータを組み合わせる。これにより「流れなし」、「流量増」、「逆流」、「圧力上昇」、「圧力低下」などのプロセス異常が特定される。ガイドワードを表 12 に､プロセスパラメータとガイドワードを組み合わせたずれの例を表 13 に示す。

表 12　HAZOP ガイドワード

ガイドワード	定義	内　容
NO 又は NOT	設計意図の全面否定	設計で意図したことがまったく起こらない。 例：流量なし
MORE	量的増加	設計で意図した最大値を超える。 例：流量増、温度高、圧力高
LESS	量的減少	設計で意図した最小値を下回る。 例：流量低、温度低、圧力低
REVERSE	設計意図に対する論理的反対性	設計意図と逆の事象が発生する。 例：逆流、逆反応
AS WELL AS	質的増加	設計で意図したことは全て達成されるが、その他余分なことが起きる。 例：余分な成分、不純物の混入
PART OF	質的減少	設計で意図したことの一部しか達成されない。 例：一部の成分が不足
OTHER THAN	設計意図以外による代替	設計意図はまったく達成されず、まったく異なることが起こる。上記のガイドワードで表されない事象に適用。

表 13　ずれの例

ガイドワード	流れ Flow	温度 Temperature	圧力 Pressure	液レベル Level	組成 Composition
No	流れ無し	-	-	-	-
More	流量増	温度高	圧力高	液面高	-
Less	流量減	温度低	圧力低	液面低	-
Reverse	逆流	-	-	-	-
As Well As	-	-	-	-	組成要素増加（例：不純物混入）
Part of	-	-	-	-	組成要素減少
Other than	-	-	-	-	-

(2) ステップー2：ずれの原因の洗い出し

ずれの発生原因を特定する。ずれの発生原因としては、機器の故障、誤操作、外乱などの事象が含まれる。ガイドワードとプロセスパラメータを組み合わせたずれの原因例を表 14 に示す。

表 14　ずれの原因例

パラメータ	ずれ	ずれの原因例
流れ	流れなし	制御弁故障閉止、ポンプ故障停止、配管閉塞、手動弁誤操作閉止
	流量増	制御弁故障全開、手動弁誤操作全開、制御弁バイパス全開
	流量減	フィルターの部分閉塞
	逆流	ポンプ停止、下流圧力高、背圧高、上流側の減圧
圧力	圧力高	制御弁故障閉止、手動弁誤操作閉止、配管閉塞、高圧系との接続、配管の液封
	圧力低	背圧制御弁故障全開、上流での配管閉塞、圧力調節弁故障全開、脱圧弁故障全開
温度	温度高	加熱炉異常燃焼、スチーム調節弁故障全開、冷却水停止、外気温異常高
	温度低	加熱炉停止、スチーム調節弁故障閉止、熱媒停止、外気温異常低
液面	液面高	液面調節弁故障閉止、ポンプ故障停止
	液面低	液面調節弁故障全開、塔槽類液抜きラインの漏れ
組成	組成変化	ある組成の量的増加／減少、フィード原料変更、混合操作の失敗、原料供給の誤り
	不純物混入	仕切弁漏えい、反応副生成物、熱交換器チューブ漏えい、フィルターの穴あき

(3) ステップー3：プラントへの影響検討

ずれの原因となる機器故障や誤操作が発生した際のシステムへの影響・結果を解析する。

(4) ステップー4：現状の安全対策の確認と追加対策の検討

ずれの発生防止あるいは影響軽減にあたって設計面において講じられている安全対策ならびに運転面からどのような配慮がなされているかを確認する。講じられている安全対策が想定される危険事象の発生防止あるいは影響軽減に対して不十分と評価されたならば、安全性向上にあたっての追加対策を検討し、提言事項として記録に残す。

なお、以上の検討結果は HAZOP ワークシートに整理して記録する。

5. 2. 3　非定常 HAZOP

バッチ系の非定常 HAZOP はプラントのスタートアップやシャットダウン操作、加熱炉の点火操作、サンプリング操作のほかバッチ反応プロセス、緊急シャットダウン操作など、操作内容やプロセス状態が時間とともに変化する非定常な運転状態を対象としたものである。このため、FTPLC のずれに加えてオペレーターの操作やアクションにおけるずれを想定して影響分析をおこなう必要がある。手順 HAZOP、バッチ反応 HAZOP、緊急シャットダウン HAZOP の概要を以下に示すが、ここでは非定常 HAZOP のうち手順 HAZOP 及び緊急シャットダウン（ESD）HAZOP につき進め方の概要を説明する。

（1）手順 HAZOP

プラントのスタートアップ／シャットダウン操作、加熱炉の点火操作、ポンプ切り替え操作、容器からのドレン切り作業等のように、操作手順書（あるいは操作要領書）に従って行う操作やアクションにおいて、手順書に示されている正常な操作やアクションからのずれを想定して影響分析を行う HAZOP である。具体的には、オペレーターが実施すべき操作やアクションを“実施しない（No）”、“不十分に実施（Less）”、“別のアクションを実施（Other than）”などといった “ずれ”を想定して影響分析を行う。

（2）バッチ反応 HAZOP

反応釜でのバッチ反応プロセスのようにバッチ反応のレシピに従って操作が進行する反応プロセスを対象とした HAZOP である。バッチ反応 HAZOP の進め方としては、

・バッチ反応レシピの各バッチ工程において、目的とする操作や状態量の“ずれ”を想定して影響分析を行う
・上記した手順 HAZOP 手法によりバッチ反応レシピの操作手順に従って操作における“ずれ”を想定して影響分析を行う

という進め方がある。

（3）緊急シャットダウン（ESD）HAZOP

緊急シャットダウンは ESD スイッチで ON/OFF 弁の自動開／閉操作やポンプの自動停止などがなされるほか、場合によってはオペレーターの操作も介在する。ESD を対象とした HAZOP は、緊急シャットダウンシーケンスにもとづいて行われるバルブの開閉などの自動操作や必要に応じてのオペレーター操作において故障やエラーが発生したことを想定し、それが引き金となりどのような事態に進展するのかの検討を通して、事故予防にあたり機器の信頼性向上や改善が必要ないかを検討するものである。

なお、スターアップ操作、シャットダウン操作やバッチ反応プロセスにおいては、連続プロセスと異なりオペレーターが実施する操作やアクションのタイミングや現場でのマニュアルバルブを開放あるいは閉止する速度なども管理すべき重要なパラメータである。このため、非定常 HAZOP においてはオペレーターが操作やアクションを実施するタイミングや時間的なずれも考慮する必要があり、連続プロセス HAZOP に

おける No、Less、More などのガイドワードに加えて、表 15 に示すガイドワードを追加して使用する。

以下に手順 HAZOP およびバッチ反応 HAZOP の基本的な進め方を説明する。

表 15　非定常 HAZOP 固有のガイドワード

ガイドワード	定義	説明
Sooner than	時間的早まり	意図した時期、タイミングより早い
Later than	時間的遅れ	意図した時期、タイミングより遅い
Longer than	長時間(長すぎ)	意図した時間よりも長時間かかる
Shorter than	短時間(短すぎ)	意図した時間よりも短時間で終える

5. 3　手順 HAZOP

プラントのスタートアップ／シャットダウン操作や加熱炉の点火作業、ポンプの切替えやサンプリング操作のように、操作手順書（要領書）に従って運転員が行うバルブの開／閉操作、ポンプの起動／停止操作などにおいて手順書に示された正常な操作からの逸脱、すなわちオペレーターのアクションのずれを想定して検討を進める HAZOP である。具体的には、操作手順書に示されているオペレーターが実施すべき操作やアクションにおいて、「（所定の）操作・アクションが実施されない」、「不十分な操作・アクション」、「過剰な操作・アクション」、「（手順が）逆の操作・アクション」などといったずれを想定して検討を進める。

なお、プラントのスタートアップ、シャットダウンのようにプラント全体にわたる大規模な非定常操作の場合には、プラントセクションの縁切り操作、昇圧操作、降圧操作、冷却操作などといった操作区分ごとにスタディノードを定義し、スタディノードごとに検討するとよい。オペレーター操作のずれを想定した検討が終了したら、次に、それぞれのスタディノードごとに連続プロセスと同じように FTPLC のずれを想定して全体を俯瞰した検討を行う。

手順 HAZOP におけるオペレーターの操作、アクションとガイドワードを組み合わせたずれの例を表 16 に、手順 HAZOP の作業の流れを図 6 に示し、各作業内容を説明する。

（1）操作手順書の準備

加熱炉の点火操作、熱交換器など機器の切り替え操作、容器からのドレン切り操作など、検討対象とする操作の手順書を準備する。

（2）周辺設備・環境状況の確認

検討対象とする操作に関連する周辺設備の運転状況や環境を確認する。これは、HAZOP での検討対象とした操作におけるずれの影響が周辺設備まで及ぶか否か、または周辺設備からの影響があるか否かを判断するためである。

(3) ずれを想定する操作の選定とずれの想定

操作手順書に示されている操作の中からずれを想定するオペレータの操作やアクションを選定し、ガイドワードと組み合わせてずれを想定する(表 16 参照) 。一例として、サンプリング作業における操作手順とそれぞれの作業において想定するずれの例を図 7 及び表 17 に示す。なお、すべての操作や作業に対してずれを検討する必要はなく、重要と考えられる操作や検討が必要なものに対してずれを想定すればよい。

(4) ずれの原因の特定

オペレーターの操作、アクションにおけるずれの原因を特定する。手順 HAZOP はオペレーターの操作、アクションのずれを主対象として検討を進めるため、ずれの原因の多くはオペレーターの不作為や勘違い、ど忘れなどのヒューマンエラーや手順書の不備になることが多いが、「現場圧力計 PG-1 にて圧力が所定値以上/以下であることを確認したならば手動弁 V1 を開放/閉止する」などの操作においては「手動弁を開放せず/閉止せず」というずれが想定されるが、このずれの原因としてオペレーターによる不作為のほか、「計器（PG-1）の故障による過大指示/過少指示」もずれの原因としてとらえて検討する必要がある。

(5) 影響分析

正常な操作から逸脱したアクションを行ったことによる影響を検討する。なお、影響は直ちに現れるものと操作が進んだ後に現れるものがあることを留意する必要がある。また、影響分析にあたっては連続プロセス HAZOP と同様に、講じられている現状の対策がないものとして検討を行う。すなわち、誤った操作がそのまま放置されて次の操作に進んでいったならばどのような結果となるかを検討する。

(6) 現状の対策確認と改善策提言

ずれの発生防止ならびにずれにより生じた影響の軽減あるいは事故予防にあたっての現状の対策を確認し、必要に応じて改善策を提言する。なお、手順 HAZOP はオペレーターの操作、アクションのずれを想定することから、ずれの発生防止にあたっての対策の多くは作業手順書の教育の徹底や機器の適正な保守点検などとなることが多いが、現場計器の追加設置や冗長化、機器や計器の移設、バルブの施錠化といった設備に係る改善策も見受けられる。

(7) FTPLC のずれを想定した検討

1 つのスタディノードに対して操作、アクションのずれを想定した検討が終了したら、検討対象ノード全体を通して連続プロセス HAZOP と同様に FTPLC のずれを想定し、原因の特定、影響分析を行う。

表 16　オペレーター操作におけるずれの例

操作・アクション	ガイドワード	ずれの例
バルブ操作 ポンプ操作 配管接続操作	なし	・バルブ開操作/閉止操作せず ・ポンプ起動操作せず/停止操作せず ・配管縁切りせず
	不十分／過少	・バルブ開度/閉め方不十分 ・ボルトの締め付け不足
	多い／過剰	・バルブ開度あけ過ぎ ・ボルトの締め付け過ぎ
	逆転	・A→B と操作するべきところを B→A と操作 ・ホースを逆に接続
	その他	・所定とは異なった別のバルブを操作する ・所定以外の配管/ホースを接続
タイミング	早すぎ	・脱圧のタイミング早すぎ ・ある物質添加のタイミング早すぎ
	遅すぎ	・脱圧のタイミング遅すぎ ・ある物質添加のタイミング遅すぎ
速度	速すぎ	・バルブ開放/閉止スピードが速すぎ ・昇温速度速すぎ
	遅すぎ	・バルブ開放/閉止スピードが遅すぎ ・冷却速度遅すぎ
時間	長すぎ	・静置時間が長すぎ ・加熱時間が長すぎ
	短かすぎ	・静置時間が短かすぎ ・加熱時間が短かすぎ
原料（触媒）仕込み	なし／不十分	・原料（触媒）仕込みなし/過少
	過大	・原料（触媒）仕込み量過大
	その他	・別の原料（触媒）仕込み
確認	なし／不十分	・確認せず ・不十分な確認
	その他	・所定とは別のことを確認
(DCS などへの数値）設定	なし	・設定せず
	過少	・設定値低すぎ
	過大	・設定値高すぎ

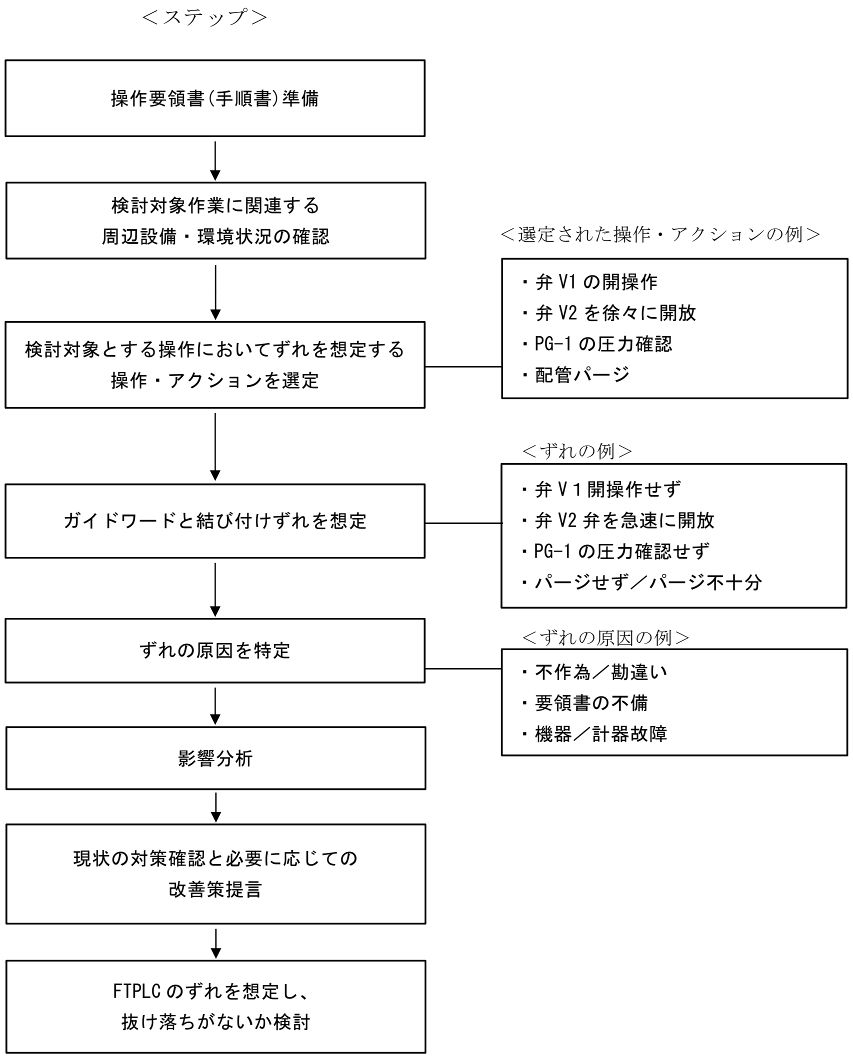

図 6　手順 HAZOP の実施手順

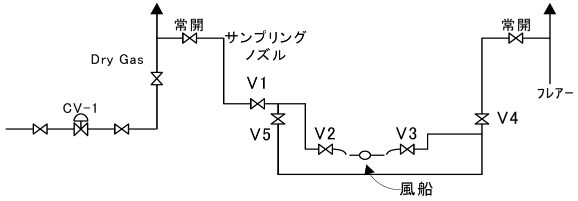

図 7　サンプリング作業用フロー図

表 17　サンプリング作業におけるずれの例

サンプリング手順	ガイドワード	想定するずれの例
Dry GAS 中には 1 %前後の硫化水素が存在するためサンプル採取時は硫化水素用防毒マスクを着用	なし（No） 不十分（Less）	・防毒マスクの不着用 ・防毒マスクの着用不十分
V1、V4、V5 弁を開けサンプリングラインをパージする。	なし（No） 不十分（Less） その他（Other than）	・所定のバルブを開放せず ・所定以外のバルブ***の開放 ・パージ実施せず ・パージ不十分
パージ終了すれば V5 を閉止する。	なし（No） 不十分（Less） その他（Other than） 早い（Sooner than）	・パージ後、V5 閉止せず ・パージ後、V5 閉止不十分 ・パージ後、別のバルブを閉止 ・パージ終了前に V5 を閉止
サンプリング用 V2 弁を開けドレン切りの後、サンプリングノズルにネオプレンゴム風船の一方の口を差込み、もう一方の口をフレアー行きラインのノズルに差込む。	なし（No） 不十分（Less） その他（Other than） 早い（Sooner than）	・サンプル弁 V2 開操作せず ・サンプル弁 V2 とは別のバルブを開放 ・ドレン切りせずに風船を差し込み ・風船口の差し込み不十分
風船のスクリューコックを緩め、フレアー行き V3 弁を開放。サンプリング V2 弁を少し開け、風船がふくらめば V2 弁を閉止し、風船内の GAS を手でフレアーライン側へパージする。(3 回程度)	なし（No） 不十分（Less） 早い（Sooner than）	・V3 開放せずに V2 開放 ・V2 開度の開けすぎ ・V2 閉止タイミング早い／遅い ・風船内ガスパージ回数不十分

5. 4　緊急シャットダウン（ESD）HAZOP

図 8 に基本手順を示す。まず、ESD シーケンスロジック、操作手順書を準備し、ESD シーケンスの各ステップにおけるバルブの自動開／閉、ポンプ起動／停止、オペレーター操作の正常動作を確認する。次に ESD シーケンスの各ステップにおけるバルブ自動開閉操作やオペレーター操作のエラーといったずれを想定し、システムへの影響分析、現状の対策の確認を行い、必要に応じて改善策を提言する。なお、影響分析にあたっては運転対応、現状の安全対策がないものとして検討を行う。緊急シャットダウン（ESD）HAZOP におけるずれの例を図 9 に、ワークシート例を表 18 に示す。

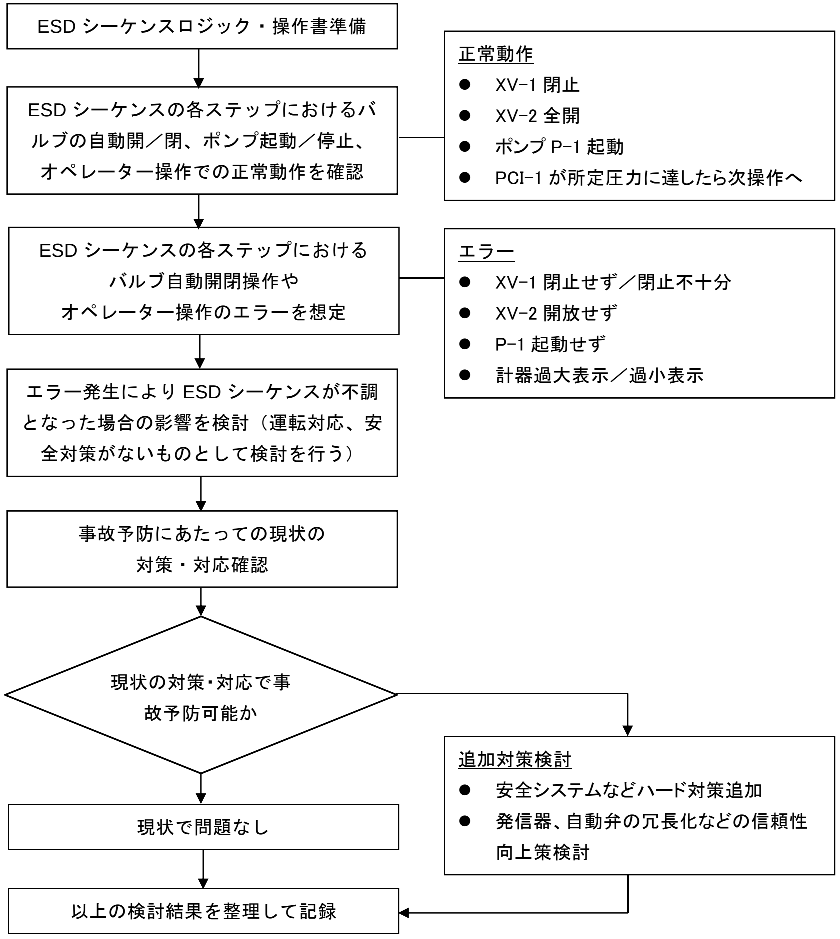

図 8　緊急シャットダウン（ESD）HAZOP の基本手順

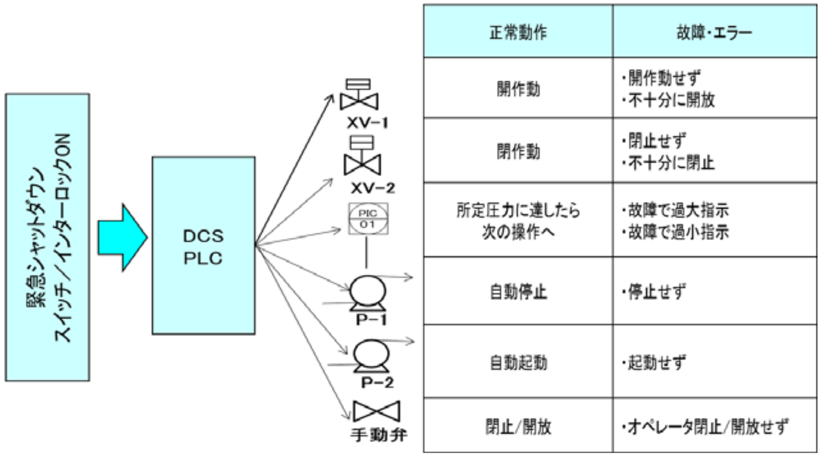

図 9　緊急シャットダウン（ESD）HAZOP におけるずれの例

表 18　緊急シャットダウン（ESD）HAZOP ワークシート例

No.	機器	正常動作	ガイドワード	ずれ	ずれの原因	影響結果	現状対策	改善策
1.1	自動弁 XV-1	閉止	なし (No)	XV-1 閉止せず	固着			
1.2			不十分 (Less/Part of)	XV-1 不十分に閉止	ひっかかり弁不良			
1.3	自動弁 XV-2	全開	なし (No)	XV-2 開放せず	固着			
1.4			不十分 (Less/Part of)	XV-2 半開	ひっかかり弁不良			
1.5	CW ポンプ P-01	起動	なし (No)	起動せず	ポンプ故障			
1.6	圧力スイッチ PS-1	0.5MPaG で次の操作への移行指示	不十分 (Less)	PS-1 過少指示（実際の圧力が 0.5MPaG に達したのに指示出さず）	PS-1 故障			
1.7			過大 (More)	PS-1 過少指示（実際の圧力が 0.5MPaG に達したのに指示出さず）	PS-1 故障			

6　リスクアセスメント参加メンバー

リスクアセスメントでは、ハザードを抜け無く網羅的に抽出するにあたり、さまざまな視点からの検討が必要となってくる。そのためには専門分野の異なる多様なメンバーからなるチームを編成して検討を行うことが重要である。例えば、製造や運転のメンバーのみでリスクアセスメントを実施した場合、運転面からの一面的な検討で終了する可能性が高く、機器の腐食や劣化、回転機械や配管の振動などによる設備の不具合などといった保全面からの検討不足や異常反応の可能性の有無､機器や設備の設計条件の確認、プロセス異常がどのように進展するのか、また、制御系や安全システムの妥当性の評価などのプロセス特性や技術的視点からの検討不足が考えられる。また、環境影響や法令などの保安の視点からの検討も抜け落ち、網羅的なハザードの特定に至らない可能性がでてくる。このため、リスクアセスメントにおける質の向上と網羅性を高めるにあたっては、製造・運転、保全、プロセス技術や生産技術部門の技術者、保安（環境安全）の4部門のメンバーの参加による検討が望ましい。さらに網羅性を高める為、研究部門、外部コンサルタント、プラントの建設にかかわったエンジニアリング会社、機器ベンダー等の参加も必要に応じて検討することが必要である。

ハザードの特定にあたってのリスクアセスメントはチームを編成して実施することは上記したが、ここでハザードを正しく特定するにあたって重要な役割を担うのはリーダーである。リーダーは、リスクアセスメントにあたり単なる進行役ではなく、自らが積極的にハザードの特定に取り組むとともに、様々な部門から参加しているメンバーからさまざまな意見、指摘を吸い上げ、正しくハザードを特定させる役目を担う。なお、メンバー間で意見が異なったり、議論が発散しそうになった時には論理的な視点に立ったコメントを出して議論を収れんさせることもリーダーの役割である。リーダー不在（もしくはリーダー機能なし）で検討を進めると、単一部門の意見が勝り、多様な検討がなされずにハザードを正しく特定できない可能性がある。リスクアセスメントを成功裏に遂行できるか否かはリーダーにかかっているとも言われている（欧米調査においても各企業はこの点を力説していた）。なお、リーダーは社内的に資格者として認定された者が望ましく、リスクアセスメントの手法への理解が深く、また、実務としてリスクアセスメントの経験が豊富であり、さらに内外のリスクアセスメントにおけるリーダー養成セミナーなどで訓練を積んだ人物が望ましい。

ハザードを正しく特定するためにリーダー以外に重要なこととして、参加メンバーの知識、プロセス理解、技術力の高さがある。いくらリーダーが優秀でも、参加メンバーの質が劣ると正しくハザードを特定できない可能性がある（この点も欧米調査で各企業が力説）。このため、リスクアセスメント実施にあたってはメンバーの選定に留意を払うことが必要である。

7　リスクアセスメント優先順位の考え方

リスクアセスメントは、ハザードが何であるかを明確にし、その事象の起こりやすさと影響の大きさによりリスクレベルを見積もり､リスクレベルに応じて受容性を評価し、リスク低減にあたっての対策の必要性を判断することであり、プラント全体を通しての解析となる相当量の労力と時間が必要となる｡これが原因でリスクアセスメント未実施、参加メンバー不十分等の状況調査結果に繋がっていることも考えられる。ここではリスクアセスメントを効率的に実施するために､優先度をつけて実施する考え方を紹介する。

リスクアセスメントでは、ハザードを特定し、その起こりやすさと影響の大きさでリスクレベルを評価し、リスク低減策が必要か否かを判断することは前記したとおりである｡すなわち､リスクが高いと考えられるセクションや系統がどこであるか､あるいは､万一に事故が発生した際に影響度が大きいセクションや系統は何処であるかを過去の経験や危険物質の保有量、操作の複雑性などをもとに定性的に判断し、リスクレベルや影響度の高い系からリスクアセスメントを実施すれば、短時間で効率的に高リスクへの対応が可能となり、優先的にリスク低減策を講じることができる。具体的には、その系で取り扱っている物質の危険性（引火性、反応性、有毒性等）、危険物質の保有量、発熱反応の有無、温度･圧力等の運転条件、複雑なプロセス制御であるか否か等を調査する。この調査で得られた物質危険性や操作危険性などをもとにリスクアセスメント実施にあたっての優先度の高いセクションや系統を選定し、その系統から実施することで効率的にリスクアセスメントを実施することが可能となるといえる。

なお、何故このセクション、系統をリスクアセスメントの対象にしたかの考え方、対象選定にあたって適用した手法などは記録して保存し、必要に応じて評価基準、方法を見直していくことも必要である。

8　設備・製造方法等の変更に係るリスクアセスメント

過去に設備や製造方法の変更の不備に起因した事故が多数発生している。設備変更に起因する代表的な事故として 1974 年に英国で発生したフリックスボロの事故があげられる。

この事故はシクロヘキサンの空気酸化プラントで発生したものである。このプラントは 6 基の反応器が直列に連結されていたが、老朽化した第 5 反応器を撤去し第 4 反応器と第 6 反応器を配管で直接接続する改造が行なわれたが、この改造工事において配管は本来 28 インチとするところを当該工場で製作可能な 20 インチ管が使用されたこと、また、反応器間を連結する配管の長さが長くなったにもかかわらず強度計算も耐圧試験も実施されずに工事が行われたために配管を接続しているベローズが座屈して破断し、大量のシクロヘキサンの流出により蒸気雲爆発が発生し死者 28 名を出した変更管理の必要性が認識された事故である。

また、製造方法の変更に伴う事故の例として廃液から溶剤を回収する廃液回収設備の事故を紹介する。この廃液回収設備は手動で運転がされていたが、pH 調整を合理化するために自動化システムに改造された。その後、この設備は関連会社に移管され運転が継続されたが、pH 調整設備の設計不良があり、正確なコントロールができなかったために運転員は従来どおり手動で運転調整すればよいと考えて手動運転に切り替えたところ、ある成分が濃縮され異常反応により爆発が発生したという事故である。この事故の基本原因は運転マニュアルが自動化に合わせて変更されておらず、運転員はそれと知らずに自動化前の手動運転のマニュアルを使用したためであり、変更に伴う管理ミスやプロセスの危険性が伝承できていなかったためである。

以上に変更に伴う事故の例を示したが、設備・製造方法等の変更が行われるとプロセスの状態が変更前とは異なるためリスクが変化することが多い。さらに、設備や製造方法の変更はスタートアップ、シャットダウン、緊急シャットダウンにあたっての操作内容、手順の変更につながるものでもある。このため設備・製造方法等の変更にあたっては、変更後の定常運転状態に対するリスクアセスメントのみならずスタートアップやシャットダウンといった非定常についてもリスクアセスメントを実施し、ハザードの特定、リスク解析、リスク評価、必要に応じて対策案の立案を行う必要がある。

ここで言う設備・製造方法等の変更とは、いわゆる 4M（Man、Machine、Material、Method）の変更をいい、恒久的な変更のみならず一時的に変更する場合も含む。なお、対象となる設備変更の規模は大規模な変更だけでなく、小規模な変更も含まれる。以下に設備・製造方法等の変更例をいくつか紹介する。

例 1　組織、人員の変更（運転人員の削減、組織の統合に伴う再配置）
例 2　原料、副原料の変更
例 3　運転手順の変更
例 4　製品の製造順番の変更（洗浄方法、触媒濃度）
例 5　計装システムの変更（コンピュータのソフトウェア・ハードウェア、シーケンス、アラームセットポイント）
例 6　装置の変更（材質、形状、能力、配置）
例 7　設計の変更（プロセス改良、新設・仮設配管、安全装置）

繰り返しになるが、設備・製造方法等の変更時のリスクアセスメントとは、その変更の計画時に、変更に起因して生ずる変更前と異なる新たなハザードを特定し、これから事故に至るシナリオを解析した上で、起こりやすさと影響の大きさを評価することであり、手法は前述の定常、非定常で説明したリスクアセスメント手法を用いる。

9　準備すべき資料

リスクアセスメントを実施するにあたり、準備しておくべき参考資料例について表 19 に示す。

表 19　リスクアセスメント検討時に準備すべき資料例

項目	資料例
プロセス情報	・PFD (Process flow diagram) ・P&ID (Piping and instrumentation diagram)
設備情報	・機器リスト・図面 ・機器レイアウト図 ・機器取扱説明書
安全設備情報	・インターロックロジック ・インターロック設定値が分かる資料 ・安全弁設計図書 ・防火設備資料
取扱物質情報	・SDS ・取扱物質反応性データ ・爆発範囲データ
運転情報	・運転マニュアル ・緊急時対応マニュアル
事故情報	・事故情報 ・不具合・トラブル事例

以上のような資料をリスクアセスメント検討時に準備し、参考資料として使用することで、ハザードの特定漏れの防止、その影響度を正しく把握することができる。他にも機器故障、計器故障確率データ等もあれば、事故発生確率を定量化できるし、機器部品納期情報からプラント停止期間が明確となり、経済損失の定量化もできる。このように、ハザードの特定、影響度、発生確率、対策案検討に必要な資料をあらかじめ準備しておく事が、網羅的な抽出を可能とし、また、検討の深さに繋がっていく。各プラントにおいては、リスクアセスメントにおいてどの資料が必要となるかあらかじめ決めておけば、資料探しによる時間ロス防止や安易な検討を防止できる。

10　関係者への周知、教育

リスクアセスメントで得られた結果は関係者（オペレーターや保全担当者に至るまで）へ周知、教育し、皆がそれを共有し理解認識している事が非常に重要である。これにより、運転条件が外れた場合や、非定常作業をする場合、設備改造を行う場合等で、どのようなリスクが潜んでいるかを皆が考慮する事ができ、正しい判断や準備検討を行える。周知、教育は結果資料を公示、配付するだけでなく、時間を設けて教育することが望ましい。

11　その他

プラントにおいては、自然災害を起因としたリスクを検討想定し、対策を講じておく事も重要である。自然災害として地震、津波、台風、落雷、渇水等を想定し、それぞれの自然災害がどのようなリスクに繋がるかを検討し、リスクレベルを低減させる策を検討する。

他にも考慮すべき事項としては、不適切なメンテナンスや経年劣化が原因となる機器破損や、不適切な機器の使用、不適切なプロセス設計、サイトセキュリティー不備等が原因の人為的妨害（テロ）等が挙げられる。

12　用語の定義

本ガイドラインで使用するリスクマネジメントに関する用語の定義は、ISO Guide 73:2009(JIS Q 0073) を参考とし以下とした。

用語	定義
リスク	目的に対する不確かさの影響。 注記 1 影響とは、期待されていることから、好ましい方向／又は好ましくない方向に乖離することをいう。 注記 2 目的は、例えば、財務，安全衛生，環境に関する到達目標など、異なった側面があり、戦略，組織全体、プロジェクト、製品、プロセスなど、異なったレベルで設定されることがある。 注記 3 リスクは、起こりうる事象，結果又はこれらの組合せについて述べることによって、その特徴を記述することが多い。 注記 4 リスクは、ある事象（周辺状況の変化を含む）の結果とその発生の起こりやすさとの組合せとして表現されることが多い。 注記 5 不確かさとは、事象、その結果又はその起こりやすさに関する、情報、理解若しくは知識が、たとえ部分的にでも欠落している状態をいう。
リスク源	それ自体又はほかとの組合せによって、リスクを生じさせる力を本来潜在的に持っている要素。 注記　リスク源は、有形の場合も無形の場合もある。
ハザード	潜在的な危害の源。 注記　ハザードはリスク源となることがある。 別記　好ましくない影響だけを対象とするリスクを取り扱う場合は、“ハザード” は、“リスク源” と同じ概念の用語として使用される。
ハザードの特定	ハザードを発見、認識及び記述するプロセス。 注記 1 ハザードの特定には、ハザード、事象、それらの原因及び起こりうる結果の特定が含まれる。 注記 2 ハザードの特定には、過去のデータ、理論的分析、情報に基づいた意見、専門家の意見及びステークホルダーのニーズを含むことがある。
リスク解析	リスクの特質を理解し、リスクレベルを決定するプロセス。 注記 1 リスク解析は、リスク評価及びリスク対応に関する意志決定の基礎を提供する。 注記 2 リスク解析は、リスクの算定を含む。
リスク許容値	リスクの重大性を評価するための目安とする条件。 注記 1 リスク許容値は、組織の目的並びに外部状況及び内部状況に基づいたものである。 注記 2 リスク許容値は、規格，法律，方針及びその他の要求事項から導きだされることがある。
リスク評価	リスク及び／又はその大きさが、受容可能か又は許容可能かを決定するために、リスク解析の結果をリスク基準と比較するプロセス。 注記　リスク評価は、リスク対応に関する意志決定を手助けする。
リスクレベル	結果とその起こりやすさの組合せとして表現される、リスク又は組み合わさったリスクの大きさ。
リスク対応	リスクを修正するプロセス。 注記 1 リスク対応には、次の事項を含むことがある。 リスクを生じさせる活動を、開始又は継続しないと決定することによって、リスクを回避すること。 ある機会を追求するために、リスクを取る又は増加させること。 リスク源を除去すること。 起こりやすさを変えること。 結果を変えること。 一つ以上の他社とリスクを共有すること（契約及びリスクファイナンシングを含む）。 情報に基づいた意志決定によって、リスクを保有すること。 注記 2 好ましくない結果に対処するリスク対応は、 “リスク軽減”、“リスク排除”、“リスク予防” 及び “リスク低減” と呼ばれることがある。

	注記 3 リスク対応が、新たなリスクを生み出したり、又は既存のリスクを修正したりすることがある。
事象	ある一連の周辺状況の出現又は変化。 注記 1 事象は、発生が一度以上であることがあり、幾つかの原因をもつことがある。 注記 2 事象は、何かが起こらないことを含むことがある。 注記 3 事象は、“事態” 又は “事故” と呼ばれることがある。 注記 4 結果にまで至らない事象は、 “ニアミス”、“事態”、 “ヒヤリハット” 又は “間一髪” と呼ばれることがある。
結果	目的に影響を与える事象の結末。 注記 1 一つの事象が、様々な結果につながることがある。 注記 2 結果は、確かなことも不確かなこともあり、目的に対して好ましい影響又は好ましくない影響を与えることもある。 注記 3 結果は、定性的にも定量的にも表現されることがある。 注記 4 初期の結果が、連鎖によって、段階的に増大することがある。
起こりやすさ	何かが起こる可能性。 注記　リスクマネジメント用語において、何かが起こる可能性を表すには、その明確化、測定又は決定が客観的か若しくは主観的か、又は定性的か若しくは定量的かを問わず、“起こりやすさ”という言葉を使用する。また、 “起こりやすさ” は、一般的な用語を用いて示すか、又は数学的に示す（例えば、発生確率，所定期間内の頻度など）。
発生確率	“0” は可能性が全くなく “1” は絶対確かな場合に、0 と 1 との間の数字で表される発生の可能性の尺度。
頻度	定められた期間内の事象又は結末の数。 注記　頻度は、過去又は将来の起こり得る事象に適用でき、そこでは起こりやすさ又は発生確率の尺度として使用できる。

13　参考文献

1) 高圧ガス保安協会「製造事業所におけるプラントの安全設計　第 2 次改訂版」(2012)
2) 高圧ガス保安協会「製造事業所における危険物の取扱い　第 2 次改訂版」(2012)
3) 経済産業省「消費生活用製品向けリスクアセスメントのハンドブック」(2010)
4) 日本規格協会「JIS Q 31000 (ISO 31000) リスクマネジメントー原則及び指針」(2010)
5) 一般社団法人日本高圧力技術協会「設備等のリスクマネジメント技術者　講習テキスト（改正 1 版）」(2012)
6) 高木伸夫「非定常 HAZOP の基本手順と進め方」安全工学 Vol.53 No.4 (2014)
7) 高圧ガス保安協会「安全管理システムの解説とリスクアセスメントの実際」(2006)
8) 日本規格協会「JIS Q 0073 (ISO Guide 73) リスクマネジメントー用語」(2010)

おわりに

本ガイドラインは平成 23 年以降に続発した石油コンビナート等の事業所での重大事故を受けて、事業所でのリスクアセスメント実施状況の実態調査及びその実態調査結果から事故防止に向けて何が必要かを委員会及び分科会で検討した結果を踏まえて策定された。

実態調査結果から見えてきたことは、リスクマネジメント及びリスクアセスメントの意義と重要性の理解が普及していないことであった。具体的には、非定常時におけるリスクアセスメントの実施率が定常時と比較して低いこと、実施にあたってのメンバー構成、検討又は参考とする資料が十分でないといったケースが見受けられた。

この調査結果を基に本ガイドラインではリスクマネジメント、リスクアセスメントの目的、手順等の概略、その意義と重要性をまず説明し、次に、非定常リスクアセスメント手法の紹介と非定常リスクアセスメント実施にあたっての留意事項とリスクアセスメントの対象となる事例を紹介している。各事業所においては、本ガイドラインを参考にしてリスクアセスメントに取り組んでいただきたい。

また今後はより実用に近い事例を紹介し、非定常リスクアセスメントの理解及び普及に繋げていく。具体的にはリスクアセスメントの対象（設計、プロセス、機器）、解析対象とする事象（スタートアップ、シャットダウン、緊急シャットダウン、保全作業等）、ハザードの特定にあたっての適用手法（バッチ反応 HAZOP、What if-Checklist 手法等）の 3 つの視点から調査を行い、事例紹介と共に説明を行うことで理解及び普及に繋げていきたいと考えている。さらに小規模事業所向けに入門編にあたる事例を紹介し、リスクアセスメント実施率向上に繋げていきたいと考えている。